

09/926550

381 Rec'd PCT/PTC 19 NOV 2001

DOCKET NO.: 215279US3PCT

IN THE UNITED STATES PATENT AND TRADEMARK OFFICE

IN RE APPLICATION OF: SHIMIZU Shin-ichi et al.

SERIAL NO.: NEW U.S. PCT APPLICATION

FILED: HERewith

INTERNATIONAL APPLICATION NO.: PCT/JP00/03125

INTERNATIONAL FILING DATE: May 16, 2000

FOR: METHOD OF TREATING CRUDE OIL

REQUEST FOR PRIORITY UNDER 35 U.S.C. 119
AND THE INTERNATIONAL CONVENTION

Assistant Commissioner for Patents
Washington, D.C. 20231

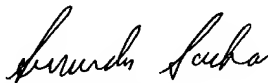
Sir:

In the matter of the above-identified application for patent, notice is hereby given that the applicant claims as priority:

<u>COUNTRY</u>	<u>APPLICATION NO</u>	<u>DAY/MONTH/YEAR</u>
Japan	11-135481	17 May 1999

Certified copies of the corresponding Convention application(s) were submitted to the International Bureau in PCT Application No. PCT/JP00/03125. Receipt of the certified copy(s) by the International Bureau in a timely manner under PCT Rule 17.1(a) has been acknowledged as evidenced by the attached PCT/IB/304.

Respectfully submitted,
OBLON, SPIVAK, McCLELLAND,
MAIER & NEUSTADT, P.C.



C. Irvin McClelland
Attorney of Record
Registration No. 21,124
Surinder Sachar
Registration No. 34,423



22850

(703) 413-3000
Fax No. (703) 413-2220
(OSMMN 1/97)

1997-1998

1998-1999

1999-2000

日本国特許庁

PATENT OFFICE
JAPANESE GOVERNMENT

JP00/03125

T/JP00/03125

16.05.00

REC'D 03 JUL 2000

WIPO

別紙添付の書類に記載されている事項は下記の出願書類に記載されている事項と同一であることを証明する。

This is to certify that the annexed is a true copy of the following application as filed with this Office.

出願年月日
Date of Application:

1999年 5月17日

E54

出願番号
Application Number:

平成11年特許願第135481号

出願人
Applicant (s):

千代田化工建設株式会社

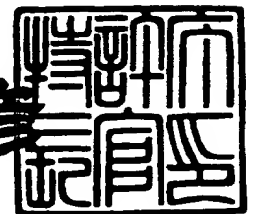
**PRIORITY
DOCUMENT**

SUBMITTED OR TRANSMITTED IN
COMPLIANCE WITH RULE 17.1(a) OR (b)

2000年 6月16日

特許庁長官
Commissioner,
Patent Office

近藤隆彦



出証番号 出証特2000-3045074

【書類名】 特許願

【整理番号】 C01-99001

【提出日】 平成11年 5月17日

【あて先】 特許庁長官殿

【国際特許分類】 C10G 69/00
C10G 7/00
C10G 45/00

【発明者】

【住所又は居所】 神奈川県横浜市鶴見区鶴見中央二丁目 1 2 番 1 号 千代
田化工建設株式会社内

【氏名】 清水 慎一

【発明者】

【住所又は居所】 神奈川県横浜市鶴見区鶴見中央二丁目 1 2 番 1 号 千代
田化工建設株式会社内

【氏名】 田村 昌道

【発明者】

【住所又は居所】 神奈川県横浜市鶴見区鶴見中央二丁目 1 2 番 1 号 千代
田化工建設株式会社内

【氏名】 和田 幸隆

【特許出願人】

【識別番号】 000003285

【氏名又は名称】 千代田化工建設株式会社

【代表者】 西尾 清光

【代理人】

【識別番号】 100098006

【弁理士】

【氏名又は名称】 皿田 秀夫

【電話番号】 03-3255-7888

【選任した代理人】

【識別番号】 100095463

【弁理士】

【氏名又は名称】 米田 潤三

【電話番号】 03-3255-7888

【手数料の表示】

【予納台帳番号】 066224

【納付金額】 21,000円

【提出物件の目録】

【物件名】 明細書 1

【物件名】 図面 1

【物件名】 要約書 1

【包括委任状番号】 9707816

【ブルーフの要否】 要

【書類名】 明細書

【発明の名称】 原油の処理方法

【特許請求の範囲】

【請求項 1】 原油を留出油と重質油分とに蒸留分離する原油蒸留分離工程と、

当該原油蒸留分離工程により分離され実質的にボトムから得られた重質油分を熱分解して軽質化する熱分解工程と、

当該熱分解工程により軽質化され得られた熱分解生成物を蒸留分離する熱分解生成物蒸留分離工程とを有する原油の処理方法であって、

前記原油蒸留分離工程と、熱分解生成物蒸留分離工程とを同一の蒸留セクションで同時に行うことを特徴とする原油の処理方法。

【請求項 2】 前記原油蒸留分離工程および熱分解生成物蒸留分離工程が同時に行われる蒸留セクションが、減圧蒸留装置である請求項 1 に記載の原油の処理方法。

【請求項 3】 前記原油蒸留分離工程および熱分解生成物蒸留分離工程が同時に行われる蒸留セクションが、予備分離装置と主分離装置を含み構成される請求項 1 に記載の原油の処理方法。

【請求項 4】 前記原油蒸留分離工程により分離されボトムから抜きだされ、熱分解工程に供給される重質油分には、実質的に軽油分、減圧軽油分が含まれない請求項 1 ないし請求項 3 のいずれかに記載の原油の処理方法。

【請求項 5】 前記熱分解工程における熱分解残さの中には、重油分が含有されない請求項 1 ないし請求項 4 のいずれかに記載の原油の処理方法。

【請求項 6】 前記同一の蒸留セクションで同時に行なわれる原油蒸留分離工程および熱分解生成物蒸留分離工程によって分離された留出油は、同一の水素化処理セクションで一括して脱硫・分解・水素添加処理される請求項 1 ないし請求項 5 のいずれかに記載の原油の処理方法。

【発明の詳細な説明】

【0001】

【発明の属する技術分野】

本発明は、原油の処理方法に関し、特に、原油から高付加価値の石油製品を製造する石油精製において、原油に含まれる重質油分を軽質留分へと転換する、いわゆる重質油アップグレーディング方法を要部として含むものである。

【0 0 0 2】

【従来の技術】

従来から行なわれている一般的な原油の処理プロセスについて図 3 を参考にしつつ説明する。

【0 0 0 3】

製油所に受け入れられ、所定の前処理が行なわれた原油 2 は、常圧蒸留装置 1 0 0 によって蒸留分離され、図 3 の塔頂側から下方へ向かい、ガス分 1 0 1、灯油分 1 0 3、軽油分 1 0 5 等がそれぞれ留出され、塔底部において重質油分 1 0 7 が残油として分離される。

【0 0 0 4】

塔頂部から抜き出されたガス分 1 0 1 は、ガスリカバリーセクション 1 1 0 で、例えば、軽質ガス分 (H_2 , C_1 , C_2) 1 1 1、LPG 分 (C_3 , C_4) 1 1 3、 $C_5 \sim C_6$ 分 1 1 5、ナフサ分 1 1 7 に分けられる。軽質ガス分 1 1 1 および LPG 分 1 1 3 並びに $C_5 \sim C_6$ 分 1 1 5 は、一般に、それぞれ、洗浄装置によって硫化水素が除去され、軽質ガス分 1 1 1 は、自所燃料に使用され、LPG 分 1 1 3 は LPG 製品とされる。 $C_5 \sim C_6$ 分 1 1 5 は、ガソリン調合材とされる。

【0 0 0 5】

ナフサ分 1 1 7 は、一般に、水素化精製装置 1 2 0 によって硫黄分および窒素分の除去処理が行なわれ、ついで改質装置 1 2 5 において接触改質させオクタン価を向上させてガソリン調合材とされる。

【0 0 0 6】

灯油分 1 0 3 は、水素化精製装置 1 3 0 (脱硫・分解反応器 R 1 および精留部 D 1 を備える) によって、水素化脱硫・精製が行なわれ、硫黄分および窒素分等が除去され、通常そのまま製品灯油とされる。

【0 0 0 7】

軽油分 1 0 5 もまた同様に、水素化精製装置 1 4 0（脱硫・分解反応器 R 2 および精留部 D 2 を備える）にて、水素化脱硫・精製が行なわれ、硫黄分等が除去され、ディーゼル軽油とされる。

【0 0 0 8】

常圧蒸留装置 1 0 0 の塔底部から抜き出された重質油分 1 0 7 は、軽質留分へと転換する、いわゆるアップグレーディング処理のために減圧蒸留装置 2 0 0 に送られる。ここで、重質油分 1 0 7 は、減圧軽油 2 0 1 と、熱分解原料となる減圧残さ 2 0 5 に分離される。減圧軽油 2 0 1 は、水素化处理装置 2 1 0（脱硫・分解反応器 R 3 および精留部 D 3 を備える）にて、脱硫・分解・精製分離が行なわれ、分離された各留分（精留部 D 3 にてナフサ、灯油、ディーゼル軽油、減圧軽油に分離される）は、通常、図示のごとく前記のガスリカバリーセクション 1 1 0 に送られたり、灯油やディーゼル軽油の製品ラインと合流し製品化される。

【0 0 0 9】

この一方で、減圧蒸留装置 2 0 0 によって分離された減圧残さ 2 0 5 は、熱分解セクション 2 2 0（反応器 R 4 および精留部 D 4 を備える）に供給される。熱分解セクション 2 2 0 では、熱分解原料が熱分解され、熱分解生成物である分解ガス、分解油や、残さであるピッチあるいはコークが生成する。熱分解油はさらに、水素化精製、水素化分解、接触分解、分離等の 2 次処理を経て最終製品となる。熱分解油を 2 次処理するにあたっては、常圧蒸留装置 1 0 0 および減圧蒸留装置 2 0 0 にて予め分離された灯油分 1 0 3、軽油分 1 0 5、減圧軽油留分 2 0 1 と混合されるのが一般的である。そのため、これらの沸点範囲を合わせるために、熱分解油はさらに精留部（D 4）にて複数の沸点範囲に分けられる。

【0 0 1 0】

【発明が解決しようとする課題】

上記のプロセス、特に従来の熱分解セクションによる重質油のアップグレーディングに注目した場合、熱分解原料 2 0 5（減圧残さ 2 0 5）を得るために、常圧蒸留装置 1 0 0 と減圧蒸留装置 2 0 0 の 2 段階の蒸留操作を必要とする。さらに、熱分解油を 2 次処理して回収するためには、熱分解油を、常圧蒸留装置 1 0 0 および減圧蒸留装置 2 0 0 の留出油（例えば、1 0 1、1 0 5、2 0 1）と同

等の沸点範囲に分けて、留出油に混合することが必要である。従って、熱分解セクション 2 2 0 に蒸留部 D 4 を付加することが必要となり、最低でも合計 3 基の蒸留塔 1 0 0, 2 0 0, D 4 が必要となる。

【0 0 1 1】

そのため、熱分解による重質油のアップグレーティング用の装置構成が極めて複雑でかつ高価な装置となってしまう。しかも広い設置スペースの確保も必要となる。このような問題は、精製された各製品のコストアップに直接結びつくため、現状下では、新規のプロセス設備導入は極めて厳しい。

【0 0 1 2】

このような理由から、上記の問題点を解決すべく熱分解による重質油のアップグレーティングに関し、プロセスの簡略化ができ、しかも安価な処理方法の提案が望まれている。

【0 0 1 3】

さらに、上記図 3 に基づく従来のプロセス全体を考察するに、入ってきた原油 2 は 2 回の蒸留操作で、各成分に分離された後、個々の分離成分について、脱硫・分解反応器 (R 1 ~ R 4) と精留部 (D 1 ~ D 4) 等の組み合わせで、同じ様な水素化脱硫・精製操作が個別に繰り返し行なわれているのが多く見受けられる。このような従来の処理システムは精製された各製品のコストアップに直接結びつくものと言え、上記の熱分解による重質油のアップグレーティング同様に、プロセス全体の簡略化ができ、安価な処理方法の提案が望まれている。

【0 0 1 4】

このような実状のもとに本発明は創案されたものであり、その目的は、従来の装置構成の複雑化を改善し、プロセスの簡略化および省スペース化を図り、処理コストの低減化を図ることができる原油の処理方法を提供することにある。加えて、小規模な石油精製への要望にも応じることができる原油の処理方法を提供することにある。

【0 0 1 5】

【課題を解決するための手段】

このような課題を解決するために、本発明は、原油を留出油と重質油分とに蒸

留分離する原油蒸留分離工程と、当該原油蒸留分離工程により分離され実質的にボトムから得られた重質油分を熱分解して軽質化する熱分解工程と、当該熱分解工程により軽質化され得られた熱分解生成物を蒸留分離する熱分解生成物蒸留分離工程とを有する原油の処理方法であって、前記原油蒸留分離工程と、熱分解生成物蒸留分離工程とを同一の蒸留セクションで同時に行うように構成される。

【0016】

また、本発明の好ましい態様として、前記原油蒸留分離工程および熱分解生成物蒸留分離工程が同時に行われる蒸留セクションは、減圧蒸留装置として構成される。

【0017】

また、本発明の好ましい態様として、前記原油蒸留分離工程および熱分解生成物蒸留分離工程が同時に行われる蒸留セクションは、予備分離装置と主分離装置を含み構成される。

【0018】

また、本発明の好ましい態様として、前記原油蒸留分離工程により分離されボトムから抜きだされ、熱分解工程に供給される重質油分には、実質的に軽油分、減圧軽油分が含まれないように構成される。

【0019】

また、本発明の好ましい態様として、前記熱分解工程における熱分解残さの中には、重油分が含有されないように構成される。

【0020】

また、本発明の好ましい態様として、前記同一の蒸留セクションで同時に行なわれる原油蒸留分離工程および熱分解生成物蒸留分離工程によって分離された留出油は、同一の水素化処理セクションで一括して脱硫・分解・水素添加処理されるように構成される。

【0021】

【発明の実施の形態】

以下、本発明の好適な実施の形態を図1に示されるプロセスフローに基づき詳細に説明する。

【0022】

製油所に受け入れられた原油は、一般に、原油タンクに静置された後、脱塩器（デソルター）で水および泥分が除去される。このような前処理がなされた原油 2 は、本発明の好ましい態様として、減圧蒸留装置を主装置として含む蒸留セクション 10 に導入される。蒸留セクション 10 の好適な詳細工程図が図 2 に示される。

【0023】

図 2 に示されるように、原油 2 は、最初にフラッシュ槽 3 に導入され、ガス分 3 a と液留分 3 b に分離される。液留分 3 b は減圧蒸留装置 10' に導入され、塔上部から抽出される抽出油 11 a と塔底部からの重油分 15 である減圧残さに分離される（原油蒸留分離工程）。また、フラッシュ槽 3 からのガス分 3 a は冷やされ、さらにガス分 12 と液留分 11 b に分離される。液留分 11 b は減圧蒸留装置 10' からの抽出油 11 a と混合され、水素化処理の原料油（留出油）11 となる。留出油 11 には、減圧軽油分、軽油分、灯油分、ナフサ分が含まれ、ガス分 12 には LP ガス分、軽質ガス分等が含まれる。

【0024】

このような減圧蒸留装置 10' を含む蒸留セクション 10 の好適な操作条件としては、圧力 $0.01 \sim 0.1 \text{ kg/cm}^2 \text{ A}$ 、温度 $350 \sim 400^\circ\text{C}$ 程度とされる。また、蒸留セクション 10 における留出油 11 と減圧残さ（15）の分離比は、重量比で、留出油 11 が 100 部に対して、例えば、アラブヘビー原油の場合、減圧残さ（15）を 35～55 部とするのがよい。減圧残さ（15）が 35 部未満となると、重質油中に含まれるメタル分、残留炭素分が下流にある水素化処理セクション 30 へ送られ、その結果、水素化処理セクション 30 の脱硫、分解触媒の劣化を促進するという不都合が生じ、また、減圧残さ（15）が 55 部を超えると、減圧残さ油の効率的分解を阻害するという不都合が生じる。

【0025】

また、本発明の原油蒸留分離工程では、ボトムから抜きだされ、熱分解工程に供給される重質油分 15 には、実質的に軽油分、減圧軽油分が含まれないように操作される。なお、軽油分、減圧軽油分は、前記留出油 11 のラインで取り出さ

れるように原油蒸留分離工程の操作が行なわれる。

【0026】

図1に示されるように、原油2を実質的に直接、減圧蒸留装置10'を含む蒸留セクション10に導入することにより、熱分解セクションの原料油である減圧残さ油の調整、水素化処理セクションの原料油であるナフサ、灯油、軽油および減圧軽油からなる混合油の調整という目的を果たすことが出来、ナフサ、灯油、軽油および減圧軽油の各留分に蒸留分離する必要がないため、従来の大規模な常圧蒸留装置が不要となる。

【0027】

このような蒸留セクション10を用いた原油蒸留分離工程により分離され実質的に蒸留セクション10のボトムから得られた重質油分15（減圧残さ（15））は、熱分解セクション20に導入され、ここで重質油分15は、熱分解されて軽質化された熱分解生成物21と熱分解残さ25とに分離される（熱分解工程）。

【0028】

軽質化された熱分解生成物21は、前記蒸留セクション10に戻され、ここで減圧蒸留され低沸点成分が有効に回収される（熱分解生成物蒸留分離工程）。つまり、本発明においては、前記原油蒸留分離工程と、熱分解生成物蒸留分離工程とを同一の蒸留セクション10で同時に行うことをまず第1の特徴点としている。すなわち、蒸留セクション10の分離組成に関して、原油由来の留出油（ガス分を含む）と熱分解油（ガス分を含む）の混合物は、蒸留セクション10の塔頂側から一括あるいは複数の沸点範囲に分けて取り出され（符号11）、この一方で、原油由来の蒸留残さと分解重質油の一部との混合物は、蒸留セクション10の塔底から取り出され熱分解原料（15）として供される。このような第1の特徴点により工程の簡略化および装置のコンパクト化が図られる。

【0029】

また、本発明は、重油製品をゼロにすることを目的としているので、熱分解セクション20は、熱分解工程における熱分解残さ25の中に重油分が含有されないように操作される。

【 0 0 3 0 】

なお、前記熱分解セクション 2 0 では、一般に管式加熱炉にて熱分解原料が予熱、場合によっては予備分解され、これが槽型（ユリカ、ディレードコーカー）あるいは流動層型（フレキシコーカー、フルードコーカー）の反応器でさらに熱分解され、熱分解生成物である分解ガス、分解油や、残さであるピッチあるいはコークが生成・分離される。

【 0 0 3 1 】

本発明における熱分解工程では、従来公知の種々の熱分解セクションを使用することが可能であるが、中でも特に、いわゆるユリカ（EUREKA）を用いるのが、下流の水素化処理工程との組み合わせの観点から好ましい。

【 0 0 3 2 】

ユリカプロセスは、通常、減圧残油を熱分解してガス、分解油、およびピッチを製造するプロセスであり、その詳細は「特公昭 5 7 - 1 5 7 9 5 号公報」、「火力原子力発電」Vol.36, No.2, p151-p166(1985年)、「石油学会第 1 7 回精製パネル討論会会議録」p93-p102(1992年)、「Catalysts in Petroleum Refining and Petrochemical Industries 1995」p293-p301(1995年)、「石油精製プロセス」p202-p203(1998年石油学会発行)などに示されている。ユリカプロセスの反応系は、管型分解炉と槽型反応器を組み合わせたセミバッチ方式を採用し、反応滞留時間分布の狭い均質な熱溶融性ピッチの製造とプロセスの経済性の両立を図るものである。反応器は 2 基 1 組で構成され、自動切り換え弁により約 9 0 分周期で原料の張り込みを交互に切り替えている。反応温度は 4 0 0 ~ 4 5 0 ℃、圧力はほぼ常圧の 0 . 3 ~ 0 . 7 k g / c m ² G で運転されている。さらに反応器底部に約 6 0 0 ~ 7 0 0 ℃ の過熱スチームを吹込むことにより分解油を速やかに反応系外へ追い出し、過度の分解・重縮合反応を抑制している。このため分解油は、他の熱分解装置と比較して、重縮合分子が少ないという特徴を有する。下流の脱硫・分解・水素添加反応は、この重縮合分子が原料油に存在する場合、より過酷な条件が要求される。この水素化処理工程との組み合わせを特徴とする本発明においては、熱分解工程でこれらの重縮合分子の生成をより少なくする方法が望ましい。

【0033】

蒸留セクション10で分離された留出油11には、前述したように減圧軽油分、軽油分、灯油分、ナフサ分等が含まれており、これらは所定の沸点範囲に分離されることなく一括して同一の水素化处理セクション30に導入され、ここで一括して脱硫・分解・水素添加反応処理される。熱分解工程で生成された熱分解油には不飽和炭化水素が含まれており、そのままでは品質が不安定なため、これを水素により飽和し、安定化させるための水素化处理が必要である。したがって、熱分解による残油アップグレーディング・スキームを従来技術にて行う場合、熱分解油は各留分に精留分離され、原油からのナフサ、灯油、軽油、減圧軽油などの各留出油と混合された後、留分毎に個別に水素化精製が行われるのが一般的である。ここで、留出油の個別水素化精製反応部の圧力に着目すると、残油熱分解を行わない場合、その圧力は原料油の留分が軽質から重質に向かうにしたがい高くなるように設定されるのが通常である。しかしながら、本発明で論じている残油熱分解を伴う場合では、その圧力は、軽質油に対しても高く設定されるため、各留分の水素化精製圧力は軽質から重質留分処理において平準化される傾向にある。具体的には、水素化精製圧力は、残油熱分解を行わない場合、ナフサで $5 \sim 30 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ 、灯油で $10 \sim 40 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ 、軽油で $40 \sim 70 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ 、減圧軽油で $50 \sim 70 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ の範囲にあるが、典型的にはナフサ及び灯油で $20 \sim 30 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ 、軽油で $50 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ 、減圧軽油で $60 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ である。これに対して、残油熱分解を伴う場合、ナフサ、灯油、軽油、減圧軽油の各留分の水素化精製圧力は、典型的には同レベルの $60 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$ に設定される。したがって、残油熱分解を組み込んだ精製スキームにおいては、個別に水素化精製を行う技術的必然性が少なく、一括水素化处理を行う技術的合理性が高い。本発明における一括水素化处理は、残油分解を伴わない場合（例えば、特開平7-82573号公報等）のそれとは技術的背景が異なり、残油熱分解スキームに特有の技術であるといえることができる。

【0034】

また、経済性の観点から論じると、残油分解を伴わない精製スキームにおいて留出油の一括水素化处理を行う場合、とくに重油製品の需要に合った軽質原油を

調達し処理する必要がある。この場合、新規設備への投資を適切に回収するには、その原資である原油と製品価格差から得られる収益が充分でなければならない。しかしながら、原油価格が製品市場価格と運転費から設定されるネットバック方式をとっている現下においては、このような軽質原油処理の場合、原油と製品の価格差が小さいため、残油分解を伴わない新規設備を経済的に成り立たしめることは極めて難しい。一方、残油熱分解を伴う場合の経済性は、原料となる重質原油の低価格と軽質および重油製品間の価格差により高められ、新規設備の投資回収の原資が確保される。

【 0 0 3 5 】

本発明における一括水素化処理は、原油からの留出油を一括水素化処理する一般的な技術とは異なり、残油熱分解との統合化においてその技術および経済的意義が見出され特徴付けられる。

【 0 0 3 6 】

反応形式については、特に制限はなく、例えば、固定床、流動床、移動床等種々の態様をとることが可能である。なお、一般に、水素化処理セクション 3 0 にて処理が必要ない組成は、一括処理対象組成物から除外される。

【 0 0 3 7 】

水素化処理セクション 3 0 により一括して脱硫・分解・水素添加処理された精製油 3 1 は、低硫黄でかつ減圧残油留分を含まない付加価値の高い合成原油であり、下流の従来技術による精製スキームにて処理される。

【 0 0 3 8 】

本発明においては、前記の第 1 の特徴点に加えて、熱分解処理後の精製物をも含めた留出油 1 1 を一括して脱硫・分解・水素添加処理するとともに、当該処理後に、まとめて蒸留分離操作を行えることによって、さらにプロセス全体の簡略化および処理コストの低減化を図っている。

【 0 0 3 9 】

なお、軽質化された熱分解生成物 2 1 は、その一部が、蒸留セクション 1 0 に戻されることなく、水素化処理セクション 3 0 に送られることも有り得る。

【 0 0 4 0 】

以上、図 1 および図 2 に基づいて本発明の好適なプロセスを詳細に説明してきたが、上述のごとく部分的な好適変形例として、原油 2 が導入される蒸留セクション 1 0 は、予備分離装置と主分離装置を含み構成されるようにしてもよい。この場合、予備分離装置としては、フラッシュ槽、簡易蒸留塔などが挙げられ、主分離装置としては減圧蒸留装置が挙げられる。予備分離装置を予め設けることにより、一部の減圧軽油も分離することが出来るため、加熱炉、減圧蒸留塔のサイズを減ずることができるというメリットが生じる。

【0 0 4 1】

予備分離装置の中でもフラッシュ槽は蒸留塔よりも好ましい態様である。その理由は、下流の水素化処理セクション 3 0 が一括処理により行なわれるためであり、それ以上の分離操作は、技術的に求められていないだけでなく、経済的にも望ましくないからである。

【0 0 4 2】

【実施例】

以下に具体的実施例を示し、本発明をさらに詳細に説明する。

[実験例 I]

【0 0 4 3】

(実施例 1)

図 1 に示される本発明のプロセスに基づいて、下記の要領で原油の精製処理実験を行った。

用いた原油の種類および物性

- ・使用原油…アラブヘビー (1 0 0 V o 1 %)
- ・比重：0.896 硫黄濃度：3.07 wt %

蒸留セクション 1 0 における運転条件

- ・圧力：0.01～0.1 kg/cm² A
- ・温度：350～400℃

熱分解セクション 2 0 (ユリカ) での運転条件

- ・圧力：0.3～0.6 kg/cm² G
- ・温度：425～440℃

水素化処理セクション 3 0 での運転条件

- ・ 化学水素消費量：5 5 ～ 6 0 N m³ / k l
- ・ 反応塔温度：3 4 0 ～ 3 8 0 ℃
- ・ 水素分圧：6 0 K g / c m²

蒸留分離セクション 4 0 での運転条件

- ・ 圧力：0 . 6 ～ 1 . 0 k g / c m² G
- ・ 温度：3 3 0 ～ 3 6 0 ℃

このような運転条件のもとに得られた製品の収率および製品品質を下記表 1 および表 2 にそれぞれ示した。

【表 1】

表 1 製品収率

	原料	製品
	アラブヘビー原油	—
ナフサ (Vol%)	1 9	2 3
灯油 (Vol%)	9	1 0
軽油 (Vol%)	2 1	2 6
減圧軽油 (Vol%)	2 6	3 6
減圧残油 (Vol%)	2 6	—
油合計 (Vol%)	1 0 0	9 6
ピッチ (wt%)	—	8

【表 2】

表 2 製品品質

	原料	製品
	アラブヘビー原油	—
ナフサ		
比重 (—)	0.722	0.726
硫黄含有率 (wt%)	0.02	0.001
灯油		
比重 (—)	0.800	0.796
硫黄含有率 (wt%)	0.30	0.01
煙点 (mm)	26	22
軽油		
比重 (—)	0.856	0.847
硫黄含有率 (wt%)	1.54	0.05
セタン指数 (—)	51	54
減圧軽油		
比重 (—)	0.941	0.925
硫黄含有率 (wt%)	3.40	0.63
減圧残油		
比重 (—)	1.053	—
硫黄含有率 (wt%)	6.00	—
メタル含有率 (wtppm)	300	—

【0 0 4 4】

上記の表中に示される製品収率および品質は、図 3 に示される従来のプロセスにより得られるプロダクト留分（軽油硫黄含有率 5 0 0 wtppm 以下）のそれらと同レベルのものであることが確認された。これにより、本発明のプロセスでは、製品収率および製品品質を低下させることなくプロセスの簡略化および省スペース化が図られ、処理コストの低減化を図ることができることが確認できた。

【0 0 4 5】

(実施例 2)

【0046】

上記実施例 1 において、水素化処理セクション 30 での運転条件を下記のように変えた。それ以外は、上記実施例 1 と同様にして実施例 2 の原油の精製処理実験を行った。

水素化処理セクション 30 での運転条件

- ・ 化学水素消費量：60～70 Nm³/kl
- ・ 反応塔温度：340～380℃
- ・ 水素分圧：60 Kg/cm²
- ・ 反応器容積：上記実施例 1 の容積の 2 倍量とした

このような運転条件のもとに得られた製品の収率および製品品質を下記表 3 および表 4 にそれぞれ示した。

【表 3】

表 3 製品収率

	原料	製品
	アラブヘビー原油	—
ナフサ (Vol%)	19	23
灯油 (Vol%)	9	10
軽油 (Vol%)	21	23
減圧軽油 (Vol%)	26	39
減圧残油 (Vol%)	26	—
油合計 (Vol%)	100	96
ピッチ (wt%)	—	8

【表 4】

表 4 製品品質

	原料	製品
	アラブヘビー原油	—
ナフサ		
比重 (—)	0.722	0.726
硫黄含有率 (wt%)	0.02	0.0005
灯油		
比重 (—)	0.800	0.796
硫黄含有率 (wt%)	0.30	0.001
煙点 (mm)	26	22
軽油		
比重 (—)	0.856	0.843
硫黄含有率 (wt%)	1.54	0.004
セタン指数 (—)	51	56
減圧軽油		
比重 (—)	0.941	0.919
硫黄含有率 (wt%)	3.4	0.24
減圧残油		
比重 (—)	1.053	—
硫黄含有率 (wt%)	6.00	—
メタル含有率 (wtppm)	300	—

【0047】

上記の表中に示される製品収率および品質は、図3に示される従来のプロセスにより得られるプロダクト留分（軽油硫黄含有率50wtppm以下）のそれらと同レベルのものであることが確認された。これにより、本発明のプロセスでは、製品収率および製品品質を低下させることなくプロセスの簡略化および省スペース化が図られ、処理コストの低減化を図ることができることが確認できた。

【0048】

【発明の効果】

以上の結果より、本発明の効果は明らかである。すなわち、本発明は、原油を留出油と重質油分とに蒸留分離する原油蒸留分離工程と、当該原油蒸留分離工程により分離され実質的にボトムから得られた重質油分を熱分解して軽質化する熱分解工程と、当該熱分解工程により軽質化され得られた熱分解生成物を蒸留分離する熱分解生成物蒸留分離工程と有する原油の処理方法であって、前記原油蒸留分離工程と、熱分解生成物蒸留分離工程とを同一の蒸留セクションで同時に行うように構成されており、さらには、前記同一の蒸留セクションで同時に行なわれる原油蒸留分離工程および熱分解生成物蒸留分離工程によって分離された留出油は、同一の水素化処理セクションで一括して脱硫・分解・水素添加処理され、低硫黄かつ減圧残油留分を含まない付加価値の高い合成原油が生産され、しかる後、下流の従来技術による精製スキームにて処理されるので、プロセスの簡略化および省スペース化が図られ、処理コストの低減化を図ることができる。加えて、小規模な石油精製への要望にも応じることができる。

【図面の簡単な説明】

【図 1】

本発明の好適な実施の形態を示すプロセスフロー図である。

【図 2】

図 1 における蒸留セクション 1 0 を詳細に示した詳細工程図である。

【図 3】

従来の一般的な原油処理形態を示すプロセスフロー図である。

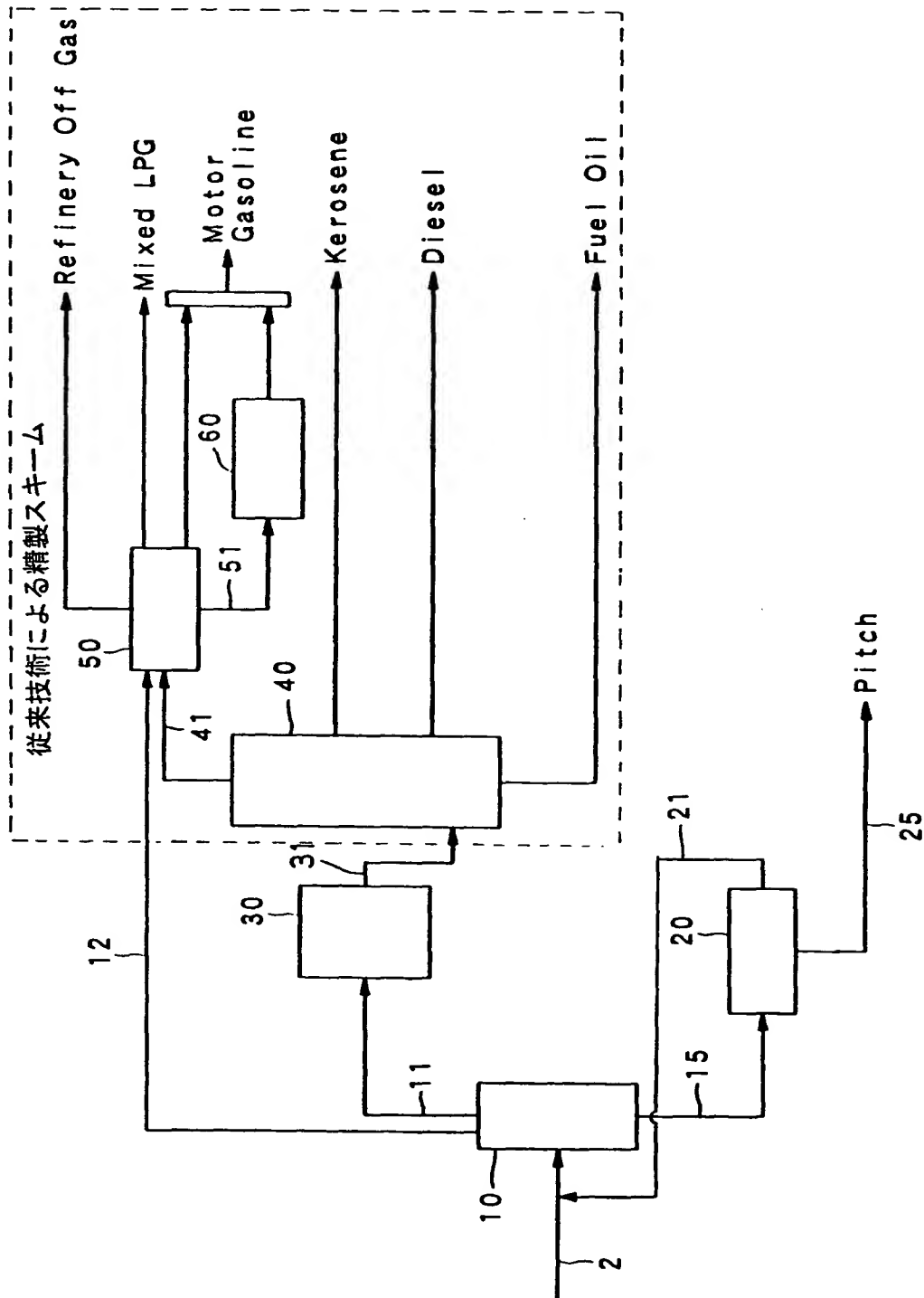
【符号の説明】

- 2 … 原油
- 1 0 … 蒸留セクション
- 1 1 … 留出油
- 1 5 … 重質油分（減圧残さ）
- 2 0 … 熱分解セクション
- 2 1 … 熱分解生成物
- 3 0 … 水素化処理セクション
- 3 1 … 精製油

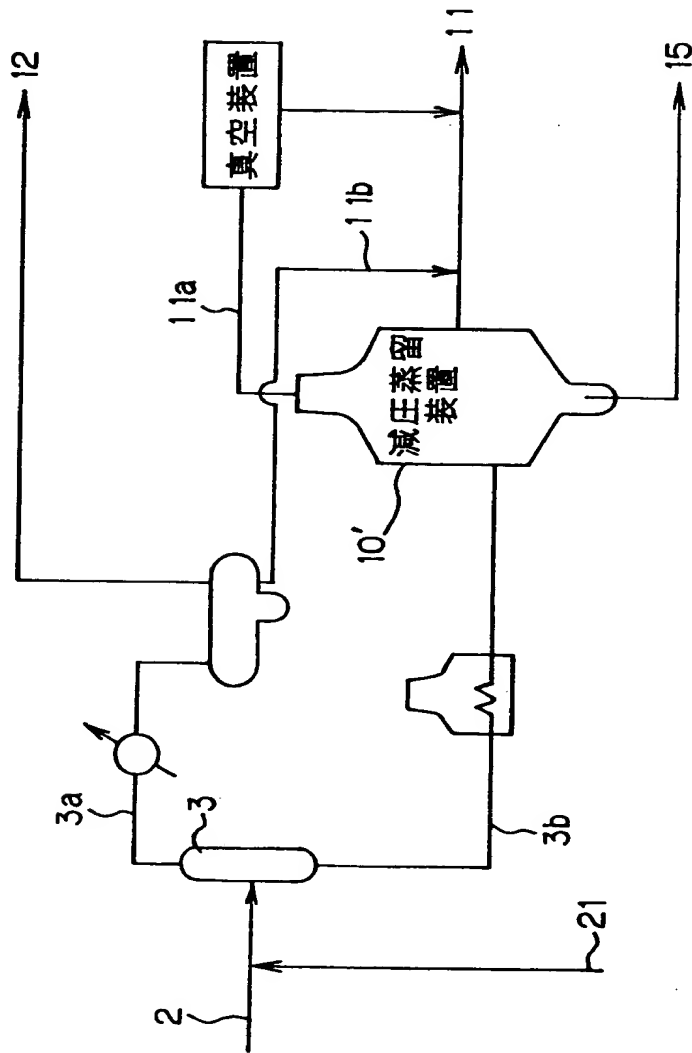
4 0…蒸留分離セクション

【書類名】 図面

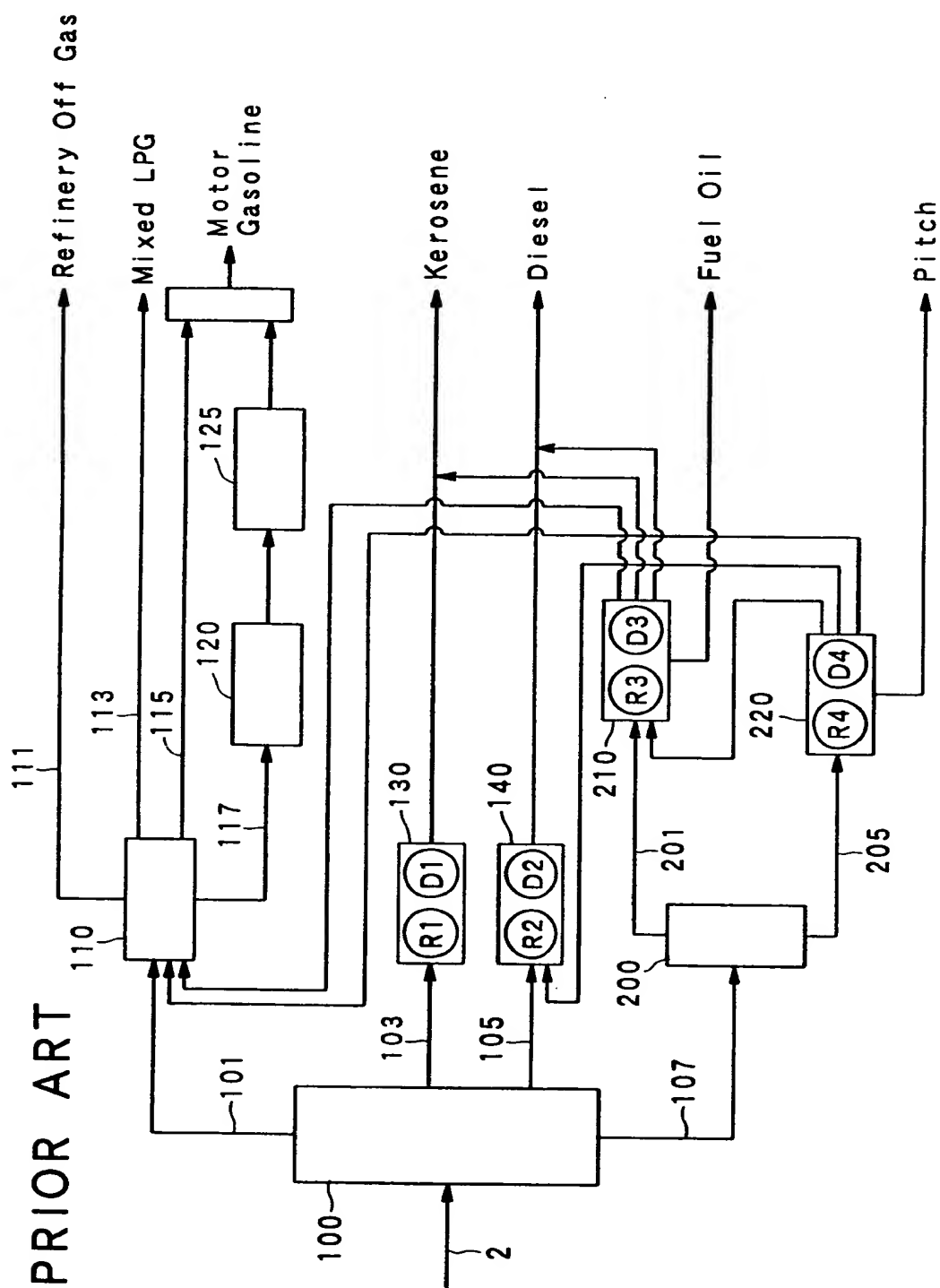
【図 1】



【図 2】



【図 3】



【書類名】 要約書

【要約】

【課題】 従来の装置構成の複雑化を改善し、プロセスの簡略化および省スペース化を図り、処理コストの低減化を図ることができる原油の処理方法を提供する。加えて、小規模な石油精製への要望にも応じることができる原油の処理方法を提供する。

【解決手段】 原油を留出油と重質油分とに蒸留分離する原油蒸留分離工程と、当該原油蒸留分離工程により分離され実質的にボトムから得られた重質油分を熱分解して軽質化する熱分解工程と、当該熱分解工程により軽質化され得られた熱分解生成物を蒸留分離する熱分解生成物蒸留分離工程とを有する原油の処理方法であって、前記原油蒸留分離工程と、熱分解生成物蒸留分離工程とを同一の蒸留セクションで同時に行うように構成する。

【選択図】 図 1

出 願 人 履 歴 情 報

識別番号 [000003285]

1. 変更年月日 1990年 8月30日

[変更理由] 新規登録

住 所 神奈川県横浜市鶴見区鶴見中央2丁目12番1号

氏 名 千代田化工建設株式会社

